

ФАРАХОВ МАНСУР ИНСАФОВИЧ

**ЭНЕРГОРЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩИЕ МОДЕРНИЗАЦИИ УСТАНОВОК
РАЗДЕЛЕНИЯ И ОЧИСТКИ ГАЗОВ И ЖИДКОСТЕЙ НА
ПРЕДПРИЯТИЯХ НЕФТЕГАЗОХИМИЧЕСКОГО КОМПЛЕКСА**

05.17.08 – Процессы и аппараты химических технологий

АВТОРЕФЕРАТ

диссертации на соискание ученой степени

доктора технических наук

Казань – 2009

Работа выполнена в Казанском государственном технологическом университете

Научный консультант:

доктор технических наук, профессор
Лаптев Анатолий Григорьевич

Официальные оппоненты:

доктор технических наук, профессор
Кулов Николай Николаевич

доктор технических наук, профессор
Холпанов Леонид Петрович

доктор технических наук, профессор
Теляков Эдуард Шархиевич

Ведущая организация:

ОАО «ВНИПИНефть», г. Москва

Защита состоится 15 мая 2009 г. в 14 час. 00 мин. на заседании диссертационного совета Д 212.080.06 при Казанском государственном технологическом университете по адресу г. Казань, ул. К. Маркса, д. 68, зал заседаний Ученого совета (А-330).

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Казанского государственного технологического университета.

Автореферат разослан « 15 апреля » 2009 г.

НАУЧНАЯ БИБЛИОТЕКА КГУ



0000510068

Ученый секретарь
диссертационного совета Д 212.080.06
доктор технических наук,
профессор

С.И. Поникаров

Общая характеристика работы

Актуальность проблемы

Энерго- и ресурсосбережение является одним из приоритетных направлений в развитии многих отраслей промышленности, особенно на предприятиях нефтехимического профиля.

Разработана и утверждена Правительством РФ Федеральная целевая программа «Энергоэффективная экономика», рассчитанная до 2010 г. К 2010 году энергоемкость ВВП намечено снизить на 26 % по отношению к 2000 г.

В мае 2008 года президентом РФ намечена стратегия по энергосбережению и повышению экологической безопасности производств. Намечается к 2020 году снизить энергопотребление на единицу продукции на 50%.

Одним из самых энергоемких процессов на предприятиях нефтехимии является процесс ректификации смесей. Действующие в настоящее время ректификационные установки проектировались в 60-80 г.г. прошлого столетия. За это время появились новые высокоэффективные контактные устройства, которые, взамен устаревшим, позволяют повысить качество разделения смесей, снизить гидравлическое сопротивление колонн и что особенно важно уменьшить энергозатраты на единицу выпускаемой продукции.

Одной из важных и актуальных задач на промышленных предприятиях является очистка природных и сточных вод, а также технологических жидкостей и газов от дисперсной фазы. От решения этих задач зависит как экологическая обстановка, так и качество выпускаемой продукции.

Важным фактором, определяющим эффективность работы аппаратов разделения, как показывает практика, является распределение потоков в аппарате. Конструктивные решения существующих аппаратов большей частью разрабатывались десятилетия назад, когда не имелось эффективных инструментов для реального мониторинга гидроаэродинамической обстановки.

За прошедшие годы произошли существенные изменения в области математического моделирования, связанные с развитием программных комплексов. Анализ гидродинамической обстановки с помощью компьютерного моделирования является мощным средством для повышения производительности и разделяющей способности аппаратов.

Работа выполнена в соответствии с: 1) Тематическим планом АН РТ: «Фундаментальные основы новых химических технологий»; 2) Государственным заказом правительства РТ «Химия и нефтехимия»; 3) заказами руководства Сургутского завода стабилизации газового конденсата (ЗСК), ОАО «Нижнекамскнефтехим», ОАО «Казаньоргсинтез» и др.

Цель работы

- Разработать математические модели процессов очистки жидкостей и газов от дисперсной фазы и выполнить расчеты новых и модернизируемых промышленных аппаратов.
- Создать и исследовать высокоэффективные конструкции контактных устройств газосепараторов, отстойников и массообменных колонн. Обобщить экспериментальные данные в виде расчетных уравнений для практического использования при выполнении проектных работ.

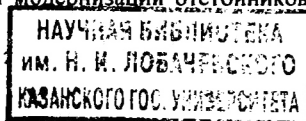
- Разработать энергоресурсосберегающие технические решения при проектировании новых промышленных аппаратов и модернизации действующих на предприятиях нефтехимии.
- Использовать термодинамический анализ для оценки энергетической эффективности процессов с новыми и модернизированными аппаратами.
- Внедрить наиболее эффективные энергоресурсосберегающие научно-технические разработки на промышленных предприятиях.

Научная новизна

1. На основе использования вероятностно-стахостической модели турбулентной миграции частиц в газовых потоках и модели пристенной турбулентности Прандтля получены уравнения для расчета эффективности очистки газов от мелких и крупных капель в насадочных сепараторах. Особенностью уравнений является возможность производить расчеты эффективности сепарации аэрозольных частиц в промышленных аппаратах, основываясь только на результатах физического моделирования процесса на макете. Причем в качестве экспериментальной информации используется перепад давления рабочей зоны сепаратора. Это позволяет значительно сократить материальные затраты при исследовании и сроки проектирования промышленных аппаратов газоочистки.
2. Разработана математическая модель взаимодействия турбулентного газового потока с жидкой ламинарной волновой пленкой при восходящем прямомтоке в плоском наклонном канале, основанная на представлении волн как шероховатости, позволяющая рассчитывать гидравлическое сопротивление, среднюю толщину пленки, касательное напряжение и скорость на границе раздела фаз. Полученные на экспериментальной установке данные для систем воздух – вода и воздух – диэтиленгликоль показали адекватность предложенной модели.
3. На основе использования модели многоскоростного континуума и проведенных экспериментальных исследований разработана математическая модель процесса осаждения капель в промышленных отстойниках. Выполнены численные исследования структуры потоков в промышленных отстойниках при различных конструктивных изменениях узла подачи исходной смеси, обеспечивающие выравнивание профиля скорости, что значительно повышает эффективность процесса осаждения дисперсной фазы.
4. Разработана математическая модель брызгоуноса в квазистационарном слое дисперсной фазы над поверхностью барботажа тарельчатых контактных устройств. Выполнено численное исследование и сделано обобщение полученных результатов по брызгоуносу на тарелках колонных аппаратов.
5. Выполнены многочисленные экспериментальные исследования разработанных конструкций контактных устройств. Получены данные по перепаду давления, предельным нагрузкам, задержке жидкости, обратному перемешиванию потоков и коэффициенту массоотдачи. Сделаны обобщения полученных результатов физического моделирования в виде расчетных выражений.

Практическая значимость

- Разработаны и защищены патентами на изобретения и полезные модели конструкция сепарационной насадки для модернизации отстойников, конструкция



тонкослойного отстойника; несколько конструкций нерегулярных и регулярных насадок для модернизации массообменных колонн и газосепараторов.

- С использованием новых насадок разработана конструкция высокоэффективного сепаратора масляного тумана из промышленных газов на установках газоразделения в производстве этилена.

- Разработана энергосберегающая технологическая схема узла деметанизации установки газоразделения в производстве этилена с использованием газосепараторов. Сделан эксергетический анализ теплотехнологической схемы.

- Разработаны технические решения по энергосберегающей модернизации блока извлечения изопентана и узла получения пропана с использованием сепарирующих элементов дисперсной фазы из жидкостей.

- Выполнен эксергетический анализ технологических схем узла деметанизации и блока извлечения изопентана и узла получения пропана до модернизации и после. Даны результаты по энергосбережению.

- Разработаны технические решения по модернизации колонны щелочной очистки пирогаза и ректификационных колонн на ряде предприятий нефтехимии с использованием новых контактных устройств. Повышена эффективность и снижены энергозатраты проводимых процессов разделения.

- Выполнено внедрение разработанной нерегулярной насадки Инжехим – 2000 в колонне щелочной очистки пирогаза на установке газоразделения Э-100 в производстве этилена на ОАО «Казаньоргсинтез». Замена контактных устройств – колец Рашига – на новую насадку «Инжехим-2000» позволила снизить гидравлическое сопротивление колонн в 3-4 раза и значительно повысить эффективность процесса хемосорбции. Уменьшились энергозатраты на подачу пирогаза, понизился расход щелочи и сократились потери товарного этилена из-за превышения CO_2 .

- Решена задача модернизации ректификационных колонн разделения этаноламинов, а также установок разделения гликолей на ОАО «Казаньоргсинтез» и ОАО «Нижекамскнефтехим» с использованием новых конструкций насадок.

Снижение размера новых колонн разделения этаноламинов и расхода флегмы, по сравнению с ранее действующими, обеспечивает уменьшение энергетических затрат на процесс разделения почти в два раза, а также снижает капитальные затраты, что дает значительный экономический эффект.

В 2002 году внедрены две колонны разделения МЭГ, а в 2005 – 2006 г.г. внедрены четыре новые колонны разделения этаноламинов с насадкой «Инжехим». Результаты эксплуатации колонн подтвердили правильность расчетов и выбранных технических решений.

- Внедрены газосепараторы-маслоуловители из технологических газов на установках газоразделения ЭП-60, Э-100 и Э-200 в производстве этилена на ОАО «Казаньоргсинтез». Эффективность сепарации масла составляет 97-99 %.

Сепарация масляного тумана специальными аппаратами позволила исключить внеплановые остановки и потери продукта, повысить эффективность установок, что дает значительный экономический эффект. В сепараторе использовались оригинальные контактные устройства, разработанные в данной диссертации.

- Решена задача очистки углеводородных топлив от свободной воды на установках Сургутского ЗСК за счет модернизации отстойников. Местом установки

сепарирующих устройств является существующее емкостное оборудование, представляющее собой полые горизонтальные емкости. Такое решение позволяет устранить негативные последствия присутствия свободной метанольной воды в углеводородной фазе с минимальными затратами средств. Результаты промышленной эксплуатации показывают, что модернизация отстойников обеспечивает экономию 1800 т/год условного топлива на одной установке.

Всего автор имеет более 40 внедренных научно-технических разработок на предприятиях нефтехимии с экономическим эффектом более 60 млн. руб. в год.

Научные публикации

По теме диссертационной работы опубликовано более 100 работ, из них 14 в журналах из перечня ВАК, 5 монографий, 16 патентов и авторских свидетельств. Отдельные разделы диссертации докладывались и обсуждались на 25 Международных и Всероссийских конференциях, симпозиумах и семинарах.

Апробация работы

Основные положения и отдельные результаты докладывались и обсуждались на XVII Менделеевском съезде по общей и прикладной химии (г. Казань, 2004); Международных научных конференциях “Математические методы в технике и технологиях” (ММТТ), г. Смоленск, 2001; г. Тамбов, 2002г.; г. С.-Петербург, 2003; г. Кострома, 2004; г. Казань, 2005; г. Воронеж, 2006; г. Ярославль, 2007; г. Саратов, 2008; X Российской конференции “Теплофизические свойства веществ”, КГТУ, г. Казань, 2002 г.; II международный форум по тепло- и массообмену, г. Минск, 1992; Конференциях по интенсификации нефтехимических процессов «Нефтехимия-92», «Нефтехимия-99», г. Нижнекамск, 1992, 1999; Всероссийской научной конференции «Тепло- и массообмен в химической технологии», г. Казань, 2000; научно-практической конференции «Энергосбережение в химической технологии 2000», г. Казань, 2000; V Российской научно-технической конференции «Энергосбережение в городском хозяйстве, энергетике, промышленности», г. Ульяновск, 2006; Юбилейных научно-практических конференциях, посвященных 40-летию и 45-летию ОАО «Казаньоргсинтез», г. Казань, 2003, 2008; V международной конференции «Методы кибернетики химико-технологических процессов» (КХТП-V-99), г. Казань, 1999; IV научно-технической конференции стран СНГ «Процессы и оборудование экологических производств», Волгоград, 1998; IV Всероссийской научно-практической конференции «Новое в экологии и безопасности жизнедеятельности», Санкт-Петербург, 1999; Международной научно-технической конференции «Энергетика 2008: инновации, решения, перспективы», Казань, 2008 и др.

Автор является соруководителем 6 защищенных кандидатских диссертационных работ по специальностям «Процессы и аппараты химической технологии» и «Промышленная теплоэнергетика».

Структура и объем работы

Диссертация состоит из введения, восьми глав, заключения, списка использованной литературы из 250 источников и приложения. Объем диссертации составляет 380 страниц, из них 320 страниц текста, 80 рисунков, 22 таблицы, 5 приложений на 60 страницах, акты и справки о внедрениях.

СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

Во введении отмечается актуальность работы, формулируется цель и основные принципы энергоресурсосбережения, научная новизна и практическая значимость.

Основные методы энерго- и ресурсосбережения, используемые и развиваемые в диссертационной работе, заключаются в следующем:

- 1) Для процессов ректификации – использование высокоэффективных контактных устройств взамен устаревших. Это обеспечивает снижение расхода флегмы, и, соответственно, расход теплоносителей в кипятильниках и дефлегматорах.
- 2) Для процессов абсорбции и хемосорбции – также внедрение высокоэффективных контактных устройств, которые обеспечивают значительное снижение гидравлического сопротивления колонн и расход энергии на подачу газов и паров.
- 3) Очистка газов, паров и жидкостей от дисперсной фазы, которая отрицательно сказывается на работе тепло- и массообменного оборудования. Например, удаление свободной воды из углеводородных смесей, удаление масляного тумана из газов – хладагентов и т.д.

Кроме энергоресурсосбережения перечисленные выше методы также обеспечивают повышение качества выпускаемой продукции на предприятиях химической, нефтехимической, газовой и других отраслей промышленности.

В первой главе рассмотрена математическая модель очистки газов от аэрозольных частиц в насадочных газосепараторах.

Для расчета эффективности сепарации использовалось уравнение Медникова, полученное на основе вероятностно-стохастической модели:

$$\eta_l = 1 - \exp\left(-4 L u_l / (d_3 u_{cp})\right). \quad (1)$$

Для вычисления скорости турбулентной миграции крупных частиц u_l (м/с) Ужовым В.Н., Медниковым Е.П., McCoy D.D., Hanratty T.J. получена зависимость:

$$u_l = (0,17 \div 0,2) u_*, \quad (2)$$

Скорость турбулентной миграции мелких частиц u_l выражена через приведенную скорость турбулентной миграции u_l^+ и динамическую скорость u_* следующим образом $u_l = u_l^+ u_*$.

Для расчета приведенной скорости турбулентной миграции частиц u_l^+ известен ряд эмпирических и полуэмпирических зависимостей, связанных с временем релаксации скорости частиц τ_p (с). Известна формула Liu и Agarwal

$$u_l^+ = 6 \cdot 10^{-4} (\tau^+)^2 \text{ при } \tau^+ < 10. \quad (3)$$

Безразмерное время релаксации τ^+ определяется по формуле $\tau^+ = \tau_p u_*^2 / \nu_r$,

где время релаксации равно $\tau_p = d_p^2 \rho_p / (18 \mu_r)$.

С учетом этого скорость турбулентной миграции частиц u_t запишется в виде:

$$u_t = u_t^+ u_* = 0,019 \cdot 10^{-4} \left(d_1^4 \rho_1^2 / \left(v_T \rho_T^2 \right) \right) u_*^5. \quad (4)$$

Для вычисления динамической скорости при турбулентном движении однофазного потока обычно используются формулы Блазиуса или Никурадзе.

В двухфазном потоке эти формулы дают погрешность из-за наличия дисперсной фазы в ядре потока и на стенках канала, и, кроме этого, они не справедливы для насадок. В этом случае известен подход определения динамической скорости с использованием средней объемной диссипации энергии.

Используя двухслойную модель пристенной турбулентности Прандтля, предполагающую постоянство потока импульса τ_w и равенство его потоку импульса на стенке, а также линейный профиль скорости в вязком подслое и логарифмический вне его скорость диссипации энергии в единице объема среды в турбулентной области записывается в известной форме:

$$\epsilon = \tau_w du/dy = \rho u_*^3 / (\chi y). \quad (5)$$

В формуле (5) ϵ – локальная диссипация энергии ($\text{кг/м} \cdot \text{с}^3$); $\chi = 0,4$ – константа Прандтля. Очевидно, что при некотором значении $y = \delta_3$ локальная диссипация энергии ϵ будет совпадать со средней объемной диссипацией $\bar{\epsilon}$ ($\text{кг/м} \cdot \text{с}^3$), то есть $\epsilon = \bar{\epsilon}$ при $y = \delta_3$.

Используем консервативность законов пограничного слоя Кутателадзе-Леонтева и подход, применяемый в прикладной аэродинамике, когда для определения некоторой эффективной длины, необходимой для вычисления среднего касательного напряжения на поверхности сложной геометрии, записываются условия равенства толщин потерь энергий градиентных и безградиентных пограничных слоев. На основе использования данных подходов найдем значение δ_3 по балансу импульса.

Из соотношения (5) найдем значение динамической скорости, полагая $y = \delta_3$:

$$u_* = \left(\bar{\epsilon} \chi \delta_3 / \rho \right)^{1/3}. \quad (6)$$

В выражении (6) основными параметрами являются средняя объемная диссипация энергии $\bar{\epsilon}$ и эффективная толщина δ_3 .

Средняя диссипация энергии в выражении (6) записывается, используя перепад давления в каналах Δp , полученный экспериментально с учетом наличия дисперсной фазы.

Величина δ_3 получена на основе баланса импульса.

Соппротивление переносу импульса представляется в виде:

$$\frac{1}{\gamma} = \int_0^{\delta_1} \frac{dy}{v} + \int_{\delta_1}^{\delta_2} \frac{dy}{v_T}, \quad (7)$$

где $\frac{\delta_1 u_*}{v} = 11,6$; $v_T = \chi u_*$; δ_1 – толщина вязкого подслоя, м.

После интегрирования получен коэффициент переноса импульса:

$$\gamma = \frac{u_*}{11,6 + 2,5 \ln \frac{\delta_2}{\delta_1}} \quad (8)$$

Величина δ_2 найдена из выражения (8) и потокового соотношения:

$$\tau_w = u_*^2 \rho_r = \rho_r \gamma (u(\delta_2) - u_{гр}), \quad (9)$$

$$\delta_2 = \frac{11,6v \cdot \exp\left[0,4\left(u(\delta_2)/u_* - 11,6\right)\right]}{u_*}, \quad (10)$$

где $u(\delta_2) = u_* \left(2,5 \ln \frac{\delta_2 u_*}{v} + 5,5\right)$.

Система уравнений (6), (10) решается методом итерации. В результате решения данной системы уравнений найдены средние по высоте насадки значения динамической скорости при различных режимах.

Для сокращения времени расчета динамической скорости на элементах насадки сепаратора выполнено обобщение результатов решения системы уравнений (6), (10) в виде выражения:

$$u_* = k(\epsilon v_r / \rho_r)^{1/4}, \quad (11)$$

где коэффициент k является слабой функцией от числа Рейнольдса.

В результате решения системы уравнений (6), (10) получено $k \approx 1,8$. Тогда

$$u_* = 1,8(\epsilon v_r / \rho_r)^{1/4} = 1,8(\Delta p u_{ср} v_r / (L \rho_r))^{1/4}. \quad (12)$$

Скорость турбулентного осаждения частиц для сепараторов с насадками выразится как (с u_t , полученной Ужовым В.Н., McCoy D.D., Hanratty T.J.):

$$u_t = 0,36 \cdot 10^{-4} \left(d_q^4 \rho_q^2 / (v_r^{2,75} \rho_r^{3,25}) \right) (\Delta p u_{ср} / L)^{5/4}. \quad (13)$$

На основе последнего выражения значение эффективности сепарации по формуле (1) в аппаратах с насадками для мелких частиц имеет вид:

$$\eta_t = 1 - \exp \left[-1,40 \cdot 10^{-4} \left(d_q^4 \rho_q^2 \Delta p^{1,25} / (v_r^{2,75} \rho_r^{3,25} d_3) \right) (u_{ср} / L)^{0,25} \right]. \quad (14)$$

Эффективность сепарации крупных капель с учетом (12) и $u_t = u_t^+ u_*$ равна

$$\eta_t = 1 - \exp \left[-1,44/d_3 (L/u_{ср})^{0,75} (\Delta p v_r / \rho_r)^{0,25} \right]. \quad (15)$$

Данные выражения позволяют в явном виде быстро оценить влияние режимных, конструктивных характеристик и физических свойств газового потока с аэрозольными частицами на эффективность сепарации в аппарате с различными насадками и используются в расчетах промышленных аппаратов (глава 6).

В второй главе рассмотрены основные закономерности гравитационного разделения эмульсий в тонкослойных отстойниках, которые предложено

использовать в технологической схеме при получении компонентов нефтяных топлив.

Согласно известному понятию многоскоростного континуума, эмульсия представляется как совокупность непрерывных сред, заполняющих одновременно один и тот же объем и имеющих в каждой точке пространства свою собственную скорость. Для каждой из фаз i вводится приведенная массовая плотность ρ_i , объемная доля α_i и скорость фазы V_i , которые могут меняться от точки к точке, что позволяет описывать изменение числа капель и их скорость движения. Если обычную массовую плотность вещества фазы i обозначить ρ_i^0 , то для N фазной смеси можно записать:

$$\rho_i = \rho_i^0 \alpha_i \quad i=1 \dots N, \quad \sum_{i=1}^N \alpha_i = 1, \quad i=1 \dots N, \quad (16)$$

Здесь и в дальнейшем принимается, что индекс $i=1$ относится к несущей фазе, а $i=2 \dots N$ к дисперсным элементам.

Согласно методам механики сплошной среды система уравнений модели движения фаз получается на основе использования физических законов сохранения массы, импульса, момента импульса и энергии. Так как в тонкослойном отстойнике режим движения среды ламинарный, а движение бездиссипативное, то можно ограничиться первыми двумя законами сохранения.

В случае малых значений объемных долей капель можно ввести следующие допущения:

- а) поверхностные силы на стенках аппарата мало влияют на характер их движения;
- б) внешние массовые силы – это силы гравитационного притяжения;
- в) фазы взаимно нерастворимы, т.е. переходов компонентов одной фазы в другую нет;
- г) дисперсная фаза состоит из недеформируемых сферических капель радиуса r_i с небольшими объемными долями $\alpha_i \sim 1$;
- д) эффектами вращения и деформации капель можно пренебречь;
- е) эффекты столкновения, слипания, дробления также не учитываются;
- ж) давление для всех фаз одинаково (баротропность системы).

При данных допущениях законы сохранения могут быть представлены в виде известной системы уравнений:

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k (\alpha_i V_i^k) = 0, \quad i=1 \dots N, \quad (17)$$

$$\rho_1^0 \alpha_1 \frac{dV_1}{dt} = -\alpha_1 \nabla p - \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \rho_1^0 \alpha_1 g, \quad (18)$$

$$\rho_i^0 \alpha_i \frac{dV_i}{dt} = -\alpha_i \nabla p + F_{1i}^\mu + \rho_i^0 \alpha_i g, \quad i=2 \dots N, \quad (19)$$

где F_{1i}^μ – сила трения для малых значений числа Рейнольдса между дисперсной фазой i и несущей жидкостью, рассчитываемая по Стоксу, где учитывается

циркуляция жидкости в капле по Адамару-Рыбчинскому, и стесненность движения капель в дисперсной среде; $\frac{dV_i}{dt}$ – субстанциональная производная.

В данной модели учитывается взаимодействие только капель с несущей жидкостью, но частицы этой жидкости взаимодействуют и между собой. Это взаимодействие, связанное с вязкостью жидкости, можно учесть обычным образом, тогда уравнение (18) получит вид:

$$\rho_1^0 \alpha_1 \frac{dV_1}{dt} = -\alpha_1 \nabla p - \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \rho_1^0 \alpha_1 g + \mu_1 \alpha_1 \nabla^2 V_1. \quad (20)$$

Уравнения (17), (19), (20) математической модели динамики движения многофазных эмульсий являются аналогами уравнению неразрывности и уравнению Навье-Стокса для сплошных сред.

Приведенные уравнения применяются для расчета движения капель жидкости одинакового радиуса r в горизонтальном ламинарном потоке несущей жидкости вдоль координаты x . Задача заключается в нахождении объемных долей капель и скоростей в рабочей области аппарата при стационарном режиме.

Система уравнений (17), (19), (20) является достаточно сложной для аналитического решения, и приходится использовать следующие допущения.

Первое упрощение состоит в том, что при малых скоростях и близких плотностях можно принять субстанциональные производные от скоростей равными нулю (безинерционная модель).

Второе упрощение заключается в предположении, что горизонтальные составляющие скоростей капель и несущей жидкости одинаковы. Это предположение связано с тем, что в горизонтальном направлении на обе фазы действуют силы трения, которые достаточно быстро выравнивают скорости фаз.

Третье упрощение связано с малым влиянием капель на скорость несущей фазы в вертикальном направлении. Поэтому будем считать, что вертикальная составляющая несущей фазы равна нулю.

Обозначим через $U(x, z)$ горизонтальную составляющую скорости капли, а через $V(x, z)$ – вертикальную. Тогда уравнения примут вид:

$$\frac{\partial(U(1-\alpha_2))}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial(U\alpha_2)}{\partial x} + \frac{\partial(V\alpha_2)}{\partial z} = 0, \quad (21)$$

$$F_{12}^\mu + \alpha_1 \alpha_2 g (\rho_2^0 - \rho_1^0) = 0. \quad (22)$$

В такой модели изменение скорости капли происходит только из-за изменения стесненности, которая влияет на силу трения.

Введем граничные условия на входе в отстойную зону в виде

$$U(x, z)|_{x=0} = U^0(z), \quad \alpha_2(x, z)|_{x=0} = \alpha_2^0(z).$$

В результате получено выражение для вертикальной составляющей поля скоростей капли

$$V_2 = \frac{2r^2 g (\rho_1^0 - \rho_2^0)}{9\mu_1 \Phi \Psi(\alpha_2)}. \quad (23)$$

Используем граничные условия $\alpha_2^0(z)$ и $U^0(z)$ в уравнениях (21) и получим

$$U(x, z) = \frac{U^0(z)(1 - \alpha_2^0(z))}{1 - \alpha_2(x, z)}, \quad (24)$$

$$U^0(z)(1 - \alpha_2^0(z)) \frac{\partial \left(\frac{\alpha_2}{1 - \alpha_2} \right)}{\partial x} + A \frac{\partial (\alpha_2(1 - \alpha_2)^{2,7})}{\partial z} = 0, \text{ где } A = \frac{2r^2 g (\rho_1^0 - \rho_2^0)}{9\mu_1}. \quad (25)$$

Уравнение (25) является однородным квазилинейным уравнением первого порядка с частными производными, оно имеет неявное аналитическое решение, представленное в виде системы алгебраических уравнений:

$$\alpha_2(x, z) = \alpha_2^0(p), \quad x(1 - \alpha_2(x, z))^{3,7}(1 - 3,7\alpha_2(x, z))A = \int_p^z U^0(\lambda)(1 - \alpha_2^0(\lambda))d\lambda. \quad (26)$$

Система уравнений (26) решается численно и позволяет рассчитывать траектории движения капель. Пример расчета представлен на рис. 1, на котором обозначены траектории движения капель в тонкослойном отстойнике.

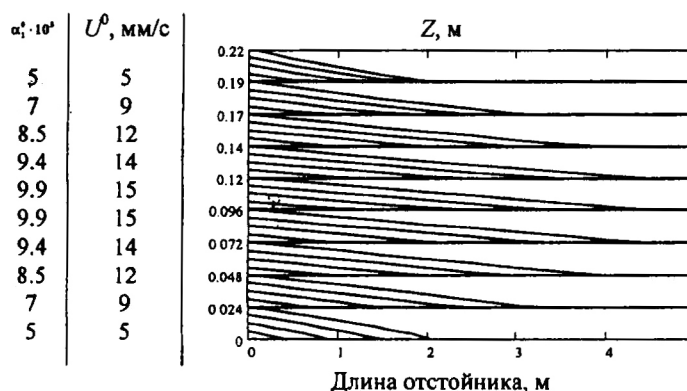


Рис. 1. Траектории движения капель на полках отстойника: смесь пентан – вода; количество полок 9; высота полки 24 мм; радиус капли 5 мкм

Для расчета геометрических характеристик аппарата необходимо знание профиля скорости, для определения которого использовался программный продукт PHOENICS (ППФ).

С помощью ППФ был проведен анализ гидродинамической обстановки в отстойниках и расчет полей скоростей сплошной фазы. С помощью численного эксперимента выявлено наличие циркуляционных зон внутри отстойника, подобран способ распределения потока, обеспечивающий наиболее равномерное распределение скорости в поперечном сечении (глава 3).

Для проверки применимости ППФ к решению задач подобного рода были проведены экспериментальные исследования на физической модели отстойника (сепаратора). Размеры модели отстойника $2 \text{ м} \times 0,2 \text{ м} \times 0,375 \text{ м}$.

Сравнение профилей концентраций индикатора, полученных экспериментальным путем, с рассчитанными с помощью ППФ (рис. 2), подтвердило достаточную для практических целей степень адекватности численного эксперимента реальной физической картине для задач подобного рода.

Результаты физического и математического моделирования использовались при модернизации промышленных отстойников.

В третьей главе решалась задача по исследованию влияния места и направления ввода исходной среды в гравитационный отстойник на размеры и геометрию возникающих при этом циркуляционных зон с использованием программного комплекса PHOENICS.

Рассматривалось стационарное течение в двумерном приближении с использованием К- ϵ модели турбулентности в модификации Кена и Чима.

Постановка граничных условий следующая. На входе задавали однородный профиль скорости и начальные значения параметров турбулентности К и ϵ . На выходе задавали давление. На твердых поверхностях задавали встроенные в PHOENICS граничные условия для твердой стенки путем задания пристеночных функций, выражающих логарифмический профиль скорости.

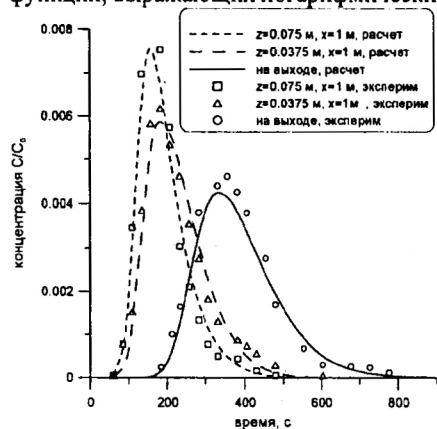


Рис. 2. Расчетные и экспериментальные кривые отклика на импульсный ввод трассера

Первоначально рассмотрен наиболее типичный ввод исходной среды: через боковой штуцер поперек продольной оси аппарата. Установлено, что подобный ввод исходной среды приводит к формированию циркуляционной зоны, расположенной по бокам от входного отверстия. Ввиду того, что эта циркуляция занимает значительный объем аппарата, предприняты попытки уменьшить его различными конструктивными способами. Например, поперечными перегородками, смещения штуцера ввода исходной среды, ввод среды через трубу в глубину аппарата.

Наиболее рациональный способ ввода представлен на рис. 3.

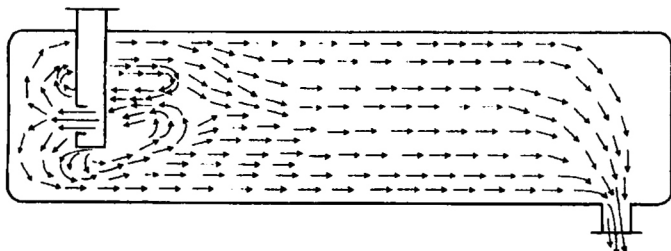


Рис. 3. Ввод среды через длинный патрубок в отстойнике

Здесь исходная среда вводится через длинный патрубок в направлении, противоположном основному направлению движения среды в аппарате. Поток отражается от стенки аппарата и формируется достаточно однородное поле скорости.

В следующем разделе третьей главы исследовалась установка проницаемых (например, перфорированных, сетчатых и пр.) перегородок, которые позволяют существенно снизить неоднородность поля скорости в аппарате.

Известно, что создавая дополнительное гидравлическое сопротивление, увеличивают затраты энергии на перекачку сред, поэтому решалась задача в определении рационального значения гидравлического сопротивления перегородки.

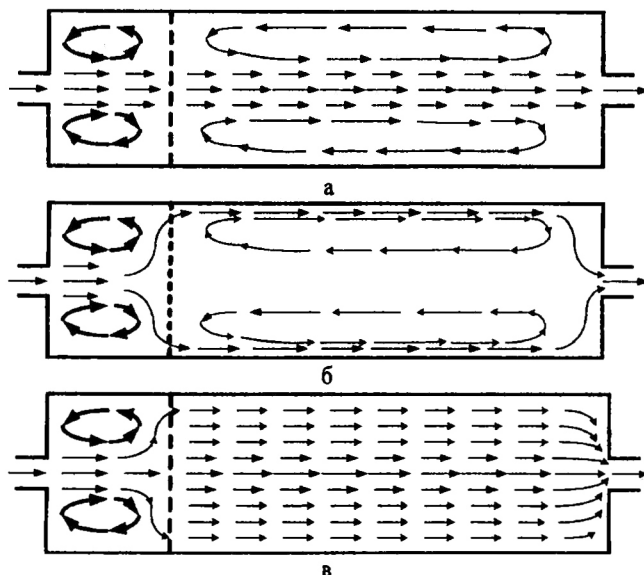


Рис. 4. Структура потока в аппарате, снабженном проницаемой поперечной перегородкой с коэффициентом сопротивления: а – $\xi < 4,9$; б – $\xi > 5,9$; в – при $4,9 < \xi < 5,9$

В результате численного решения уравнений движения по всей расчетной области получали поля следующих искомых функций: скорости, давления, кинетической энергии турбулентности и скорости ее диссипации. В общей сложности было просчитано 25 различных вариантов с различными значениями коэффициента сопротивления ξ . При значениях $\xi < 4,9$ (рис. 4, а) наблюдается зона циркуляции за перегородкой, при этом направление циркуляции такое, что скорость ближе к оси симметрии направлена в прямом продольном направлении основного потока, а у стенки – в обратном направлении. При $\xi > 4,9$ зона циркуляции за перегородкой не наблюдается, а зона циркуляции перед перегородкой есть. Такая картина сохраняется практически неизменной в интервале $4,9 < \xi < 5,9$ (Рис. 4, в). При $\xi > 6$ (рис. 4. б) картина течения усложняется, и возможны течения с возникновением зоны циркуляции за перегородкой в обратном направлении, то есть скорость ближе к стенке направлена в прямом продольном направлении, а ближе к оси симметрии – в противоположном направлении. Это связано с тем, что высокое гидравлическое сопротивление перегородки отбрасывает жидкость к стенке, в результате формируется обращенная зона циркуляции за перегородкой. В любом случае, высокое сопротивление перегородки является негативным фактором, так как увеличивает затраты на перемещение сред и создание избыточного давления. По этой причине нецелесообразно поднимать гидравлическое сопротивление выше той, при которой наблюдается течение без зоны циркуляции за перегородкой. Поэтому рациональным значением коэффициента гидравлического сопротивления является от 4,9 до 5,9.

Рассмотренные технические решения по выравниванию поля скорости в отстойниках были использованы при модернизации промышленных аппаратов, оборудованных тонкослойными сепарирующими элементами (глава 7).

В четвертой главе дается описание новых конструкций регулярной и нерегулярных насадок, приводится схема экспериментальной установки для исследования гидравлических и массообменных характеристик насадок, уравнения обобщающие результаты экспериментов.

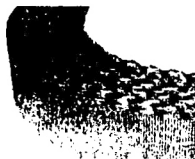


Рис. 5. Рулонная регулярная насадка «IRR»

Конструкция регулярной насадки, образованной двоянными лентами, одна из которых имеет гофры треугольной формы, на сторонах гофров выполнены лепестки в виде круговых сегментов, при этом хорды сегментов смежных сторон гофров расположены под углом друг к другу (рис. 5). Такое конструктивное выполнение насадки за счет формы и ориентации отогнутых лепестков обеспечивает как осевую, так и радиальную составляющие скорости газовой фазы, что

приводит к ее дополнительной турбулизации и повышению массообменных характеристик процесса. Сплошная лента служит для формирования обновленной межфазной поверхности из жидкости выносимой на ее поверхность потоком газа из сегментных отверстий, образованных при отгибе лепестков. Кроме того, чередование плоских и гофрированных лент обеспечивает жесткость пакету насадки, что позволяет выполнить ее из тонкого материала. Насадка изготовлена из перфорированных сплошных лент шириной 40 мм методом штамповки.

Экспериментальное исследование сопротивления сухой насадки проведено в зависимости от скорости воздуха в диапазоне 0-4,5 м/с и описывается уравнением:

$$\Delta p_{\text{сух}} = \xi_0 \frac{H \rho_r w_0^2}{d_3^2}, \text{ где } \xi_0 = 0,105 \text{Re}_r^{0,108}, \text{Re}_r = \frac{w_0 d_3}{\nu_r}. \quad (27)$$

Выражение для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки в диапазоне скорости газа 0-45, м/с и плотности орошения $q = (5-30) \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ имеет вид:

$$\Delta p_{\text{ор}} = \xi_{\text{ор}} \frac{H \rho_r w_0^2}{d_3^2}, \quad (28)$$

где $\xi_{\text{ор}} = \xi_0 + 0,0162 \text{Re}_r^{0,158} 10^{-3} \text{Re}_{\text{ж}}^{0,376} 10^{-3} \text{Re}_r$, $\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4q}{\nu_{\text{ж}} a_{\text{в}}}$, где $q(\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

На рис. 6 представлены экспериментальные и расчетные (сплошные линии) зависимости Δp сухой и орошаемой насадки от скорости газа и плотности орошения.

Сопротивление рулонной насадки меньше сопротивления известных насадок при скорости газа до 2 м/с. Скорость захлебывания для данной насадки обобщена в виде:

$$\frac{w_0^2 \rho_r a_{\text{в}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g \epsilon_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} = 1,2 \exp \left[-4 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125} \right]. \quad (29)$$

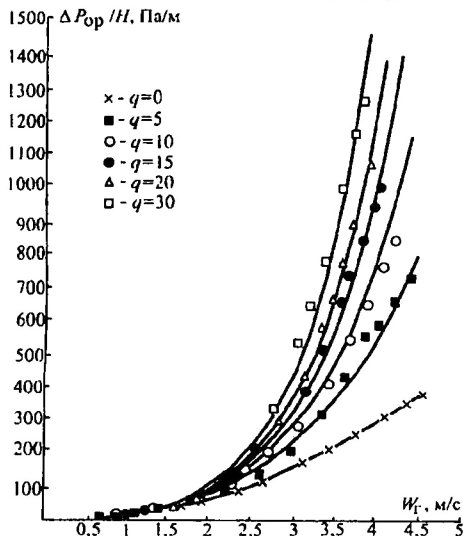


Рис. 6. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в зависимости от скорости газа и плотности орошения $q(\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч})$

Количество удерживаемой жидкости в слое насадки описывается выражением вида:

$$\epsilon_{\text{жд}} = 15,9 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,186} \text{Ga}^{-0,23}.$$

Представлены экспериментальные исследования массоотдачи в газовой фазе при увлажнении воздуха парами воды.

Коэффициенты массоотдачи в газовой фазе β_r определяется путем измерения относительной влажности паровоздушной смеси на входе в слой насадки и выходе из него. Экспериментальные значения β_r рассчитывалось по уравнению:

$$\beta_r = \frac{G(x_{\text{н}} - x_{\text{к}})}{F \Delta x_{\text{ср}}}.$$

На рис. 7 приведены экспериментальные значения коэффициента массоотдачи при увлажнении воздуха и расчет по различным уравнениям.

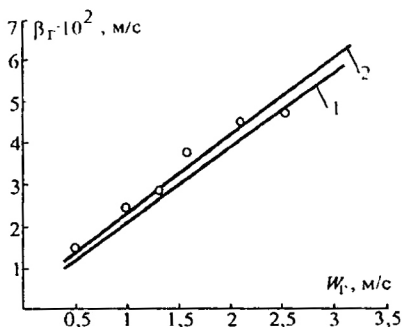


Рис. 7. Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от скорости газа, при плотности орошения $q = 10 \text{ (м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч)}$: 1 – седла Берля 25 мм; 2 – рулонная насадка: - расчет по уравнению Лаптева; \circ – опытные данные автора;

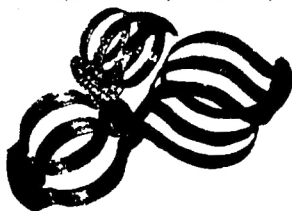


Рис. 8. Насадка «Инжексим-2000»

В следующем разделе данной главы приводятся результаты экспериментальных исследований нерегулярной насадки «Инжексим-2000» (рис. 8). Экспериментальные исследования проводились на системе воздух – вода при высоте слоя новой насадки 1 м. Фиктивная скорость газа в колонне достигала 5,82 м/с, плотность орошения составляла 20, 40, 60 и 80 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{час})$. На рис. 9 приведены результаты проведенных испытаний по перепаду давления.

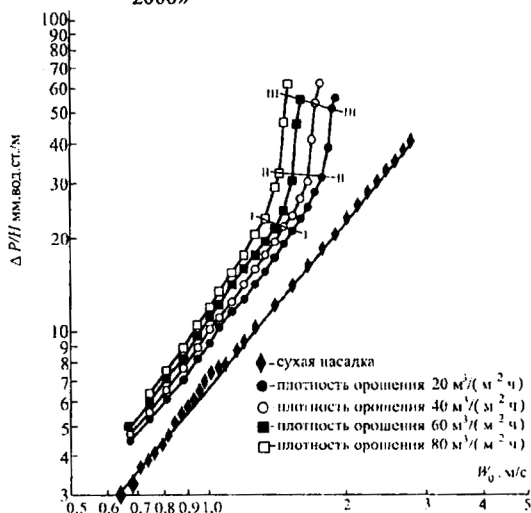


Рис. 9. Гидравлическое сопротивление слоя насадки в зависимости от фиктивной скорости газа. Линия I – I – начало режима подвигания; линия II – II – начало режима захлебывания; линия III – III – начало режима уноса

В результате анализа полученных результатов сделаны следующие выводы:

- ♦ новая насадка имеет широкий интервал рабочих скоростей по газовой и жидкой фазам при пленочном режиме;
- ♦ режим подвисания начинается при скорости газа $1,5 \div 2,1$ м/с в зависимости от плотности орошения (система воздух – вода);
- ♦ началу режима захлебывания соответствует перепад давления на 1 м слоя насадки около 1000 Па.

Установлено, что сопротивление сухого слоя новой насадки на 10 – 15 % ниже, чем у колец Палля размером 50×50 мм и более чем в 2 раза – нежели у колец Рашига. Это объясняется более высокой порозностью новой насадки, а так же тем, что ее геометрия практически исключает образование застойных зон.

В результате обработки экспериментальных данных получено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки от фиктивной скорости газа описывается с использованием известного уравнения

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = 7,26 w_0^{1,93}. \quad (31)$$

Потеря давления на 1 м высоты слоя насадки часто описывается уравнением

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = \frac{\xi_0 w_0^2 \rho_{\Gamma} d_2}{8 \epsilon_{\text{св}}^3}. \quad (32)$$

Коэффициент сопротивления для насадки получен в виде:

$$\xi_0 = 4,99 \text{Re}_{\Gamma}^{-0,04}. \quad (33)$$

Уравнение (33) справедливо при $\text{Re}_{\Gamma} > 500$.

Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки получено уравнение:

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = a q^c w_0^d. \quad (34)$$

Для нерегулярной насадки «Инжехим - 2000» $a=0,708$; $c=0,247$; $d=0,198$.

Уравнение Бэйна и Хоугена для новой насадки имеет вид:

$$\lg \left(\frac{w_3^2 a_{\nu} \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g \epsilon_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = -0,48 - 1,07 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}. \quad (35)$$

Исследование структуры потока жидкости в слое насадки проведено методом импульсного ввода трассера. В качестве трассера использован раствор NaCl.

Результаты исследования структуры потока жидкости в слое насадки обобщены в виде параметров диффузионной модели известными критериальными уравнениями:

$$\text{Pe}_{\text{ж}} = 2,348 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,428}, \quad (36)$$

$$\text{Pe}_{\Gamma} = 88,6 \text{Re}_{\Gamma}^{-0,67}, \quad (37)$$

где $\text{Pe}_{\text{ж}} = q d_2 / (D_{\text{п}} \epsilon_{\text{св}})$; $\text{Re}_{\text{ж}} = 4 q \rho_{\text{с}} / (a_{\nu} \epsilon_{\text{св}} \mu_{\text{с}})$, $\text{Pe}_{\Gamma} = w_0 d_2 / D_{\text{п}}$.

В следующем разделе четвертой главы представлены результаты по исследованию гидродинамики двухфазного потока в наклонном канале (элемент плоскопараллельной насадки). Получены данные по захлебыванию канала в

зависимости от режимных параметров и угла наклона. Результаты расчета обобщены в виде расчетных выражений.

Предложена модель взаимодействия турбулентного газового потока с восходящей пленкой жидкости, движущейся в ламинарном волновом режиме, основанная на идее П.Л. Капицы и др. о представлении волн в виде шероховатости. Полученные выражения позволяют рассчитывать гидравлическое сопротивление канала, среднюю толщину пленки, касательное напряжение и скорость на границе раздела фаз и ряд других характеристик.

Записано уравнение движения для газовой фазы относительно градиента давления, используя прямоугольную систему координат, совместив плоскость x - z с поверхностью пленки, а ось x направив противоположно ее восходящему движению:

$$\frac{dp}{dx} = \frac{\tau^{2p}}{\frac{h-\delta}{2} + b} + \rho_r g_x. \quad (38)$$

где τ_{yx} – элемент тензора вязких напряжений (поток проекции импульса на ось x , направленный вдоль оси y), g_x – проекция ускорения свободного падения на ось x , h – высота щели, δ – толщина пленки, b – расстояние от плоскости, расположенной посередине между верхней стенкой щели и пленкой жидкости, до плоскости с максимальной скоростью газа, соответствующей нулевому значению потока импульса.

Для нахождения потоков импульса на границе с пленкой τ^{2p} и на верхней стенке τ^{cm} , а также величины b использованы выражения для динамических скоростей u_*^{2p}, u_*^{cm} и их связь с коэффициентами трения Фаннинга c_f^{2p} и c_f^{cm} :

$$u_*^{cm} = \bar{w}_{2,x} \sqrt{c_f^{cm}/2}, \quad (39) \quad u_*^{2p} = (\bar{w}_{2,x} - w^{2p}) \sqrt{c_f^{2p}/2}, \quad (40)$$

$$\tau^{cm} = \rho_r (u_*^{cm})^2, \quad (41) \quad \tau^{2p} = \rho_r (u_*^{2p})^2, \quad (42)$$

$$\bar{w}_{2,x} = \frac{w_z^0 h}{h - \delta}, \quad (43) \quad d_3 = 2(h - \delta), \quad (44)$$

$$c_f^{cm} = \frac{0,316}{4} \text{Re}_r^{-0,25}, \quad (45) \quad \frac{1}{\sqrt{c_f^{2p}}} = -4 \lg \left(\frac{\varepsilon}{3,7} + \left(\frac{6,81}{\text{Re}_r'} \right)^{0,9} \right), \quad (46)$$

$$\text{Re}_r = \frac{\bar{w}_{2,x} d_3 \rho_r}{\mu_r}, \quad (47) \quad \text{Re}_r' = \frac{(\bar{w}_{2,x} - w^{2p}) d_3 \rho_r}{\mu_r}. \quad (48)$$

$$b = \frac{h - \delta}{2} \cdot \frac{(u_*^{2p})^2 - (u_*^{cm})^2}{(u_*^{2p})^2 + (u_*^{cm})^2}. \quad (49)$$

где $\epsilon = \frac{\alpha \delta}{d_2}$ – относительная шероховатость; w^{2p} – скорость газа на границе с пленкой жидкости, w_r^0 – фиктивная скорость газа, $\alpha = \delta^2 / (10^{-8} + \delta^2)$ – коэффициент, характеризующий амплитуду волн, достаточно хорошо согласующийся с амплитудой волн возмущения, экспериментально найденной Г.С. Михалкиной, Н.А. Николаевым.

Полученная система дополнена уравнениями движения пленки жидкости:

скорость на границе пленки жидкости, взаимодействующей с газовым потоком:

$$w^{2p} = -\frac{\tau^{2p}}{\mu_{жс}} \delta + \frac{1}{\mu_{жс}} \left(\rho_{жс} g_x - \frac{dp}{dx} \right) \frac{\delta^2}{2}; \quad (50)$$

средняя по сечению пленки скорость:

$$\bar{w}_{жс, x} = \frac{1}{\delta} \int_0^\delta w_{жс, x} dy = \frac{\delta}{\mu_{жс}} \left(-\frac{\tau^{2p}}{2} + \left(\rho_{жс} g_x - \frac{dp}{dx} \right) \frac{\delta}{3} \right); \quad (51)$$

связь между толщиной пленки δ и линейной плотностью орошения Γ :

$$\frac{\Gamma}{\rho_{жс}} = \frac{\left(\rho_{жс} g_x - \frac{dp}{dx} \right)}{3\mu_{жс}} \delta^3 - \frac{\tau^{2p}}{3\mu_{жс}} \delta^2. \quad (52)$$

Таким образом, система уравнений становится замкнутой и позволяет найти

w^{2p} , $\bar{w}_{жс, x}$, δ , $\frac{dp}{dx}$, u_*^{2p} , u_*^{cm} , τ^{2p} , τ^{cm} , $\bar{w}_{г, x}$, d_2 , Re_Γ , Re'_Γ , c_f^{2p} , c_f^{cm} , b , решая численным методом систему 15 алгебраических уравнений (38)-(52).

Для проверки адекватности предположенной математической модели была изготовлена экспериментальная установка с плоским каналом прямоугольного сечения высотой $h = 0,005$ м, шириной $l = 0,045$ м и длиной $L = 1,4$ м, выполненным из стекла, позволяющая менять угол его наклона к горизонту β , в которой измерялось потерянное давление Δp_n^2 при восходящем прямомтоке с помощью цифрового дифманометра.

Анализ результатов расчетов показал, что для модели шероховатой пленки расхождение с экспериментальными данными для систем воздух – вода и воздух – диэтиленгликоль составляет не более 12%, что не превышает погрешности эксперимента.

Перепад давления и динамическая скорость, найденные по предложенной модели, были использованы для расчета жалюзийных сепараторов, которые внедрены на предприятиях нефтехимии, таких как ОАО «Таиф-НК», ОАО «Нижнекамскнефтехим» и др.

В пятой главе рассмотрена математическая модель и представлены экспериментальные данные по брызгоуносу на поверхности барботажа. Барботаж газовой или паровой фазы через слой жидкости имеет место в процессах ректификации, абсорбции, парогенерации, аэрации, выпаривании и др. В сепарационном пространстве таких аппаратов возникает слой дисперсной жидкой фазы, характеристики которого существенно влияют на эффективность тепло- и

массообменных процессов. Так относительный массовый поток дисперсной фазы или унос в целом ряде случаев ограничивает производительность массообменных барботажных аппаратов. Важными характеристиками являются также относительная объемная плотность и межфазная поверхность слоя капель. Для расчета процесса сепарации капель необходимо знать распределение капель по размерам на различных высотах.

Принято разделять унос $e(h)$ на две составляющие: транспортируемый унос $e_T(h)$ и нетранспортируемый унос или подброс $e_n(h)$.

Транспортируемый унос создается каплями, диаметр которых меньше диаметра $d_{\text{вит}}$ для заданной скорости газового потока. Эти капли уносятся вверх газом и не падают обратно.

Нетранспортируемый унос, в свою очередь, создается каплями, диаметр которых больше $d_{\text{вит}}$. Эти капли подбрасываются вверх и падают обратно вниз.

Диаметр витания определяется как диаметр частиц, которые витают при заданной скорости газа, когда силы аэродинамического сопротивления уравновешивают вес капли.

При условии постоянства расходов фаз и их физических свойств указанные выше характеристики слоя капель в какой-либо его точке, усредненные за достаточный период времени, не изменяются и поведение слоя можно рассматривать как квазистационарное.

Унос является наиболее важной характеристикой квазистационарного слоя капель.

Уравнение движения сферической капли для ее вертикальной составляющей в восходящем потоке газа (пара) без учета архимедовой силы и присоединенной массы газа имеет вид:

$$m \frac{dv}{dt} = -mg \pm F_S, \quad (53)$$

где $F_S = \xi \frac{\pi d_k^2 \rho_r v^2}{4} \cdot \frac{1}{2}$; $m = \rho_{\text{ж}} \frac{\pi d_k^3}{6}$; d_k – диаметр капли, м; v – скорость капли, м/с.

При интегрировании уравнения (53) необходимо учитывать изменение вида выражения для нахождения силы аэродинамического сопротивления F_S .

Уравнение движения капли для расчета траектории ее движения удобно использовать в виде:

$$\frac{dv}{dt} = -g \pm A(v - W)^2 - B(v - W), \quad \text{где } A = \frac{B}{m}; \quad B = \frac{\Gamma}{m}. \quad (54)$$

Знак при A соответствует знаку при F_S . Уравнение (53) и (54) в дальнейшем использовались для расчета траектории одиночной капли.

Интегрирование уравнения (54) показывает, что в зависимости от значения начальной скорости капли v_0 имеется два существенно различных решения.

Согласно литературным данным и результатам собственных измерений на экспериментальной установке корреляция между диаметром капли и ее начальной скоростью действительно существует. Вид связи d_k и v , предлагаемый

различными авторами, существенно отличается. Так в работе Братута и Пересылкова предлагаются следующие выражения:

$$d_K^3 v^2 = \text{const}; \quad d_K^3 v = \text{const}, \quad (55)$$

полученные соответственно в предположении равенств кинетической энергии или количеств движения капель.

В работе Розена предложено соотношение:

$$d_K^3 v^6 = \text{const}. \quad (56)$$

Левая часть уравнения (56) совпадает с левой частью полученного нами в результате обобщения экспериментальных данных уравнения:

$$d_K^3 v^6 = A + BW^6. \quad (57)$$

Численные значения констант A и B для системы воздух – вода и ряда растворов составляют соответственно: $A = 2,89 \cdot 10^{-9} \text{ м}^9/\text{с}^6$; $B = 9,53 \cdot 10^{-11} \text{ м}^8/\text{с}^5$. Уравнение (57) с относительной погрешностью 15 % описывает экспериментальные данные. Однако постоянная в правой части уравнения (57) зависит от скорости газа.

Теоретически такую зависимость можно объяснить, если использовать предположение о том, что при умеренных скоростях газа образование капель происходит вследствие разрыва оболочек газовых пузырей и дробления перемычек между пузырями, двигающихся в жидкости со скоростью, пропорциональной скорости газа.

Таким образом, предполагаемая математическая модель является достаточно обоснованной в отношении описания основных особенностей уноса и, в то же время, достаточно детализированной для возможности разделения и учета вклада в унос отдельных стадий этого сложного процесса.

Теоретические исследования на основе динамики полета одиночной капли в потоке газа, дифференциальной функции распределения капель по размерам и соотношения, связывающего начальную скорость капли с ее размером и скоростью газа, позволили разработать математическую модель, описывающую состояние квазистационарного слоя капель над поверхностью барботажа. Адекватность полученной модели реальному процессу подтверждается как собственными экспериментальными данными, так и данными, полученными из литературных источников.

Проведен численный эксперимент, результаты которого позволили получить в частности, профили относительного потока капель, не превышающих заданный диаметр, для различных значений высоты и скорости газа. Такая информация имеет большое практическое значение для выбора соответствующих сепарационных устройств, определения расстояния между контактными устройствами в массообменных аппаратах и т.д.

Результаты проведенных исследований использовались при выборе конструкции демистера для модернизации промышленной колонны – демеетанизатора на ОАО «Казаньоргсинтез», а также ряда других аппаратов.

В шестой главе дано описание теплотехнологической схемы узла демеетанизации установки газоразделения Э-100 на ОАО «Казаньоргсинтез» и по данным промышленной эксплуатации указаны существующие проблемы: нерациональное использование тепловых потоков при охлаждении потока на входе

в колонну К-11; потери этилена с МВФ (метано-водородной фракцией) до 3-5 %, масс.; загрязнение поверхности теплообменных труб дефлегматоров масляной фазой, попадающей с этиленом-хладоагентом после узла компримирования.

Узел деметанизации включает в себя низкотемпературное разделение пирогаза. В отделение низкотемпературного разделения осушенный пирогаз подается из узла осушки, последовательно проходит через четыре холодильника, в которых охлаждается до температуры минус (64-65)°С. На каждом холодильнике происходит частичная конденсация углеводородов. Затем жидкая смесь поступает на тарелку питания ректификационной колонны К-11. Таким образом, жидкая фаза в каждом холодильнике переохлаждается, и тем самым увеличивается нагрузка на последующий холодильник, а также в колонну поступает неразделенная газожидкостная смесь.

Рассмотрена возможность энергосбережения при работе холодильников на участке низкотемпературного разделения пирогаза путем включения после каждого холодильника сепаратора жидкой фазы.

В результате отсепарированная жидкая фаза в зависимости от ее температуры будет подаваться на соответствующие тарелки по высоте колонны. Таким образом, снижается нагрузка на холодильники и создается более благоприятный температурный профиль в ректификационной колонне.

Проведены расчеты тепловых потоков рассматриваемых теплообменников. По результатам расчетов - экономия тепла составит 1830 МДж/час за счет отвода из сепараторов отсепарированной жидкой фазы.

Кроме энергосбережения обеспечится снижение потерь этилена вверху колонны с метано-водородной фракцией. Увеличится время бесперебойной работы оборудования, снизятся газовые выбросы на факел за счет стабильной работы установки.

В теплообменниках-дефлегматорах колонны К-11 хладоагентом служит этилен холодильного цикла. Так как работа компрессорного оборудования сопровождается частичным уносом масляной фазы с газовым потоком, сделан вывод о необходимости установки сепаратора-маслоуловителя для очистки этилена-хладоагента от масла в холодильном цикле после узла компримирования. Это обеспечит более эффективную работу дефлегматоров колонны-деметанизатора за счет очистки теплообменной поверхности от загрязнений.

Результаты проведенного термодинамического анализа технологической схемы представлены в виде потоковых эксергетических диаграмм.

Эксергетический КПД предлагаемой модифицированной схемы на 9 % выше, чем у существующей схемы. Одновременно достигается почти 20 %-ное снижение требуемого подвода эксергии от внешних источников, и соответствующее снижение затрат энергоресурсов.

Приводятся результаты расчета и обоснование выбора конструкций трех сепараторов с контактными устройствами.

Разработанная конструкция маслоуловителя для установки в холодильном цикле содержит три ступени очистки.

Очищаемый этилен подается через верхний штуцер аппарата и поступает в первую зону очистки. Первая зона расположена в верхней части внутренней обечайки и включает в себя слой мелкой неупорядоченной насадки «Инжехим-

2000» (рис. 8). Основное назначение первой зоны – выделение относительно крупных капель масла (~1 мкм) из потока этилена с последующей подачей образующейся масляной фазы на вторую зону очистки. На первой зоне очистки выделяются капли микронного размера, составляющие, в объемном отношении, до 20 % масляной фазы. Вторая зона очистки выполнена в виде кольцевых сегментов из вертикальных гофрированных пластин «IRR» (рис. 5).

Пройдя через насадочные зоны внутренней обечайки, газовый поток поступает на третью зону очистки – инерционную. После выхода из внутренней обечайки газовый поток изменяет свое направление на 90 градусов. При этом из газового потока за счет инерционных сил выделяются образованные за счет вторичного дробления уловленной масляной фазы крупные капли. Фильтрационная зона расположена на боковой поверхности промежуточной обечайки и представляет собой многослойный фильтр из чередующихся слоев металлической сетки ткани различной порозности. Расчеты по уравнениям (глава 1) показывают, что суммарная степень очистки газовой фазы от масляной фазы составляет 98-99%, что подтверждается данными промышленной эксплуатации.

В следующем разделе шестой главы дается описание аналогичной производственной задачи по очистке этилена-хладоагента от масляных аэрозолей на узле деметанизации установки газоразделения ЭП-60(2) на ОАО «Казаньоргсинтез» с целью повышения эффективности и снижения потерь этилена с МВФ. Сделан вывод о необходимости установки маслоуловителя на линии этилена-хладоагента после узла компримирования.

В декабре 2002 года маслоуловитель был запущен в работу. В результате работы маслоуловителя снизилась температура охлаждения МВФ на 10°C, уменьшились потери этилена с МВФ на 30% (данные промышленной эксплуатации в течение года).

На основании этих данных была произведена оценка работы дефлегматора колонны-деметанизатора (после установки маслоуловителя).

Получено, что энергетический коэффициент повысился на 48%, а перепад давления снизился на 40%. Уменьшились затраты энергии на подачу теплоносителя.

В седьмой главе показано, что энерго- и ресурсосбережение при переработке углеводородных смесей на промышленной установке возможно за счет удаления свободной воды из сырья. Для анализа причин появления свободной воды в тех или иных промежуточных и конечных продуктах переработки нефтегазоконденсатной смеси и выработки мероприятий по ее отделению прослежен путь конденсата на примере Уренгойского завода по подготовке газового конденсата к транспорту (УЗПКТ), от которого сырье транспортируется на перерабатывающие заводы, в частности, на Сургутский завод стабилизации конденсата (СЗСК).

В главе рассмотрены основные узлы переработки нефтегазового конденсата.

На основе проведенного анализа выявлены причины появления свободной воды в ШФЛУ и выбрано оптимальное место для ее выделения – существующее сырьевое емкостное оборудование (отстойники Е-10, Е-20, Е-30) блока извлечения изопентана (БИИ) и узла получения пропана (УПП). При выборе оптимального места основным критерием являлись снижение энергозатрат на переработку углеводородного сырья, капитальных затрат по модернизации технологической схемы и дальнейших эксплуатационных затрат.

Для решения поставленной задачи разработаны технические решения по модернизации промышленных отстойников удаления водной фазы из ШФЛУ и описан процесс сепарации.

Модернизация заключается в установке тонкослойных блоков с регулярной насадкой. Насадка представляет собой тонкие гофрированные металлические листы, уложенные гофрами послойно, перекрестно, многоярусно в четырех продольных секциях. Листы насадки уложены с небольшим наклоном, что позволяет отделяемой водной фазе сползать под действием силы тяжести по наклонным впадинам гофров в нижнюю часть аппарата.

Результаты аналитического контроля, проводимого лабораторией производства, показали, что содержание воды в потоке после модернизации отстойника снизилось до значений «следы» при разных нагрузках третьей нитки БИИ.

Было принято решение об аналогичной модернизации отстойников Е-10 и Е-20 первой и второй технологических установок БИИ, которая была реализована в 2003 году.

Результаты аналитического контроля технологических потоков установки БИИ и УПП показали высокую эффективность по отделению свободной воды в модернизированных отстойниках Е-10, Е-20 и Е-30. Сепарирующие насадки полностью отделяют взвешенную воду и растворенный в ней метанол. Остаточная влага и метанол в потоке ШФЛУ после сырьевых отстойников оценивается на уровне предела растворимости.

После модернизации расход греющего пара на ректификацию на одной теплотехнологической установке (БИИ) снижается на 0,8 т/час (на 5%).

На основании результатов промышленной эксплуатации выполнен подробный по элементам оборудования БИИ сравнительный термодинамический анализ эффективности схемы до модернизации и после. Представлены подробные таблицы с результатами анализа и сделаны потоковые диаграммы. Показано, что тепловой коэффициент полезного использования энергии увеличился на 3 %, а эксергетический на 8 % относительных.

После внедрения и полученных положительных результатов по энергосбережению выполнено тиражирование разработанных технических решений на аналогичные технологические схемы переработки углеводородных смесей.

В восьмой главе представлены примеры технических решений по использованию новых насадочных элементов в массообменных колоннах на предприятиях нефтехимии. В первом разделе главы дана математическая модель и алгоритм расчета процесса хемосорбции в насадочных колоннах К-7 и К-8 установки газоразделения Э-100 на ОАО «Казаньоргсинтез».

Колонны К-7 и К-8 диаметром 1400 мм предназначены для щелочной очистки пирогаза от углекислого газа, сероорганических соединений и сероводорода при помощи 10% раствора щелочи (NaOH). До реконструкции в колоннах использовалась насадка из металлических колец Рашига 25х25 мм.

Нагрузка установки «Этилен - 100» по пирогазу составляет 29-31 т/час. На входе в К-7 концентрация CO₂ в потоке пирогаза изменяется в пределах от 100 до 1400 ppm об. Нестабильность содержания углекислого газа объясняется изменением состава исходной углеводородной смеси, поступающей на пиролиз. В периоды повышенной концентрации CO₂ колонны К-7 и К-8 обеспечивают очистку от

углекислого газа до 18-19 ппм об., что соответствует предельно допустимым значениям. В дальнейшем нагрузка по пирогазу увеличится до 36 т/час.

В связи с этим решена задача повышения эффективности разделения в колоннах К-7 и К-8 с одновременным снижением энергетических затрат и расхода вспомогательных материалов. Для этого выполнены расчеты и рассмотрена работа узла щелочной очистки при существующих и повышенных нагрузках.

Для повышения степени извлечения CO_2 из потока пирогаза в 2000 году выполнена замена устаревших колец Рашига на более эффективную разработанную нерегулярную насадку «Инжехим - 2000» (рис. 8).

Эксплуатация колонн с новой насадкой позволила снизить расходный коэффициент щелочи на тонну этилена с 10,7 до 5 кг. При этом содержание CO_2 в товарном этилене не превышает 10 ппм объемных. Гидравлическое сопротивление колоны с новой насадкой снизилось в три раза.

В следующем разделе 8 главы рассматривается вариант модернизации вакуумной ректификационной установки разделения водногликолевого раствора на ОАО «Нижнекамскнефтехим». Извлечение воды из водногликолевого раствора осуществляется в тарельчатой ректификационной колонне диаметром 1600 мм, оборудованной 12 тарелками. Питание колонны содержит в % масс.: воду ~ 10; моноэтиленгликоль (МЭГ) ~ 72,4; диэтиленгликоль (ДЭГ) ~ 12,6; триэтиленгликоль (ТЭГ) ~ 4,28; полиэтиленгликоль (ПЭГ) ~ 0,72.

Анализ результатов промышленной эксплуатации установки разделения водногликолевого раствора показывает значительное содержание воды (до 1,9 % масс.) в кубе колонны и высокое содержание этиленгликоля в воде (свыше 1 % масс.) на верху колонны.

Для достижения необходимого разделения: концентрация воды в кубе колонны не более 0,1 % масс., а этиленгликоля наверху не более 0,05 % масс, необходимо увеличение теоретических ступеней. В диссертации предложено заменить ситчатые тарелки на насадку не увеличивая высоту колонны.

На основании выполненных исследований и расчетов в 2002 году проведена модернизация колонны. В верхней части колонны устанавливается обечайка диаметром 820 мм. В верхней части обечайки расположена распределительная тарелка типа ТСН-III, а в нижней части обечайки устанавливается решетка для укладки рулонной насадки.

Сравнение расчета с результатами промышленных испытаний показывает их удовлетворительное согласование, что подтверждает адекватность математических моделей и высокую эффективность установленной в колонне насадки.

В результате внедрения насадки высота колонны не изменилась, а рабочий диаметр в верхней части уменьшился почти в 2 раза.

Концентрация воды в кубовом остатке не превышает 0,1 % масс., а концентрация МЭГ в дистилляте 0,05 % масс., что позволяет получить этиленгликоль не ниже первого сорта и исключить необходимость очистки воды. Аналогичная модернизация колонны выделения МЭГ проведена на ОАО «Казаньоргсинтез».

Выполнена модернизация абсорбционной колонны К-1 очистки газовых сдувок – окиси этилена, окиси пропилена ацетальдегида водным раствором, содержащим гликоли в производстве полиэфиров ОАО «Нижнекамскнефтехим».

Выполнена замена колец Рашига на насадку «Инжехим-2000» с высотой слоя 8 м. До модернизации колонна не обеспечивала требуемой степени очистки газовых сдувок. Содержание окиси этилена составляло 0,15 % масс., окиси пропилена 1,5 % масс., ацетальдегида 50 мг/м³. Требуемое качество очистки – окиси этилена <0,0006 % масс., окиси пропилена <0,0085 % масс. Результаты промышленной эксплуатации колонны К-1 после замены насадки показывают требуемую степень очистки газовых сдувок.

Решена задача модернизации установки разделения этаноламинов путем замены устаревших ректификационных колонн на новые насадочные на заводе «Органических продуктов» ОАО «Казаньоргсинтез». Результатом модернизации является повышение качества продукции и снижение энергозатрат.

Для разделения смеси после реакторного блока используются несколько ректификационных колонн, основными из которых являются Кн-29, Кн-40, Кн-56 и Кн-92. Смесь этаноламинов поступает на колонну Кн-29.

До модернизации работающие колонны имели диаметры: Кн-29 – 1,0 м; Кн-40 – 1,6 м; Кн-56 – 1,6 м, Кн-92 – 1,6 м. В колоннах использовались различные типы массообменных тарелок. Прочностной ресурс колонн был ограничен. Выполнены расчеты и рассмотрены технические решения по замене тарелок на регулярные и нерегулярные насадки разработанные в диссертации. Как показали расчеты новые колонны при заданной производительности от 1785 кг/ч до 2415 кг/ч (по исходному сырью) должны иметь размеры: Кн-29 – 0,5 м; Кн-40 – 1,2 м; Кн-56 – 1,0 м; Кн-92 – 0,6 м. Использование высокоэффективных насадок обеспечивает значительное уменьшение энергозатрат на процесс разделения за счет уменьшения флегмовых чисел, и соответственно, греющего пара в кипятильниках колонн и расхода охлаждающей воды в дефлегматорах.

В течение 2005-06 гг. в производстве этаноламинов внедрены новые колонны с насадками. Результаты эксплуатации колонн подтвердили правильность расчетов и принятых технических решений.

Улучшилась качество продуктов, а энергозатраты на разделение (по греющему пару) снизились на 2,28 Гкал/час или 18240 Гкал/год. Кроме этого, почти в три раза снизился расход охлаждающей воды в дефлегматорах колонн. Экономический эффект составляет более 47 млн. руб. в год.

Основные результаты и выводы

С использованием методов математического и физического моделирования разработан комплекс следующих мероприятий и научно-технических решений по повышению эффективности процессов разделения и очистки веществ на предприятиях нефтегазохимического комплекса.

1. На основе использования вероятностно-стохастической модели и теории пограничного слоя получены уравнения для расчета эффективности сепарации мелких и крупных капель из газовых потоков в газосепараторах различных конструкций.

2. Разработана математическая модель взаимодействия турбулентного газового потока с жидкой ламинарной волновой пленкой при восходящем прямотоке в плоском наклонном канале, основанная на представлении волн как шероховатости, позволяющая рассчитывать гидравлическое сопротивление, среднюю толщину пленки, касательное напряжение и скорость на границе раздела фаз.

3. Разработаны математические модели и выполнены численные исследования распределения потоков в промышленных аппаратах: в отстойниках; за распределительными решетками; брызгоуноса над поверхностью барботажа. Сделаны выводы о наиболее рациональных конструкциях распределителей фаз.

4. Разработаны и экспериментально исследованы высокоэффективные контактные устройства (регулярные и нерегулярные насадочные элементы) и сделаны обобщения полученных опытных данных в виде расчетных уравнений: по перепаду давления; коэффициенту продольного перемешивания и предельным нагрузкам. Освоен промышленный выпуск новых насадок.

5. На основе выполненного энергетического анализа сделан вывод об энергосбережении за счет модернизации теплотехнологической схемы установки деметанизации на ОАО «Казаньоргсинтез» путем установки сепараторов дисперсной фазы из газов. Показано, что за счет отвода отсепарированной жидкости из сепараторов и подвода ее в зависимости от температуры на соответствующие тарелки питания по высоте метановой колонны К-11 достигается снижение перепада давления на 38 % и экономия энергетических затрат на 1830 МДж/час. За счет этого достигается снижение энергозатрат на 11 % и потерь этилена вверх колонны с метано-водородной фракцией (МВФ) на 30-35 %, относительных.

6. Разработана конструкция сепаратора-маслоуловителя с регулярной и нерегулярными насадками для очистки газов. Сепараторы-маслоуловители внедрены на установках газоразделения ОАО «Казаньоргсинтез». Промышленная эксплуатация аппаратов показывает высокую эффективность очистки этилена-хладогента от масляного тумана и полностью подтвердила выполненные расчеты. Выполнена модернизация сепаратора перед узлом осушки пирогаза с использованием разработанных сепарирующих элементов. Эффективность сепарации капель воды повысилась в 3 раза и составляет 98-99 %.

7. На основе анализа работы теплотехнологической схемы Сургутского ЗСК выбраны оптимальные место и метод тонкослойного отстаивания для обезвоживания углеводородной смеси и снижения энергозатрат при переработке. С помощью ППФ рассчитаны профили скорости в потоке ШФЛУ в отстойнике. Проведены экспериментальные исследования, подтверждающие применимость ППФ к моделированию работы динамических отстойников. Промышленная эксплуатация показала высокую эффективность отделения свободной воды из жидких углеводородных смесей в модернизированных отстойниках и значительное снижение энергозатрат в теплотехнологической схеме. Полученный эффект после внедрения составил экономию 1800 т/год условного топлива на одной установке ЗСК.

8. Предложены технические решения по модернизации насадочных колонн для повышения степени извлечения сероводорода и двуокиси углерода при хемосорбции. Выполнена модернизация колонны К-7 на заводе «Этилен» ОАО «Казаньоргсинтез» путем замены колец Рашига на разработанную насадку. Получен экономический эффект за счет уменьшения расхода щелочи и снижения потерь этилена.

9. Проведена модернизация ректификационных установок разделения гликолей на ОАО «Казаньоргсинтез» и ОАО «Нижнекамскнефтехим». Массообменные колонны оснащены новыми распределителями фаз и насадочными

элементами. Промышленная эксплуатация установок показала удовлетворительные результаты по качеству разделения смеси.

10. Предложены технические решения и разработан проект четырех новых ректификационных колонн в производстве этаноламинов на ОАО «Казаньоргсинтез». Колонны оснащены насадками, разработанными в диссертации. Промышленная эксплуатация колонн с 2006 г. по настоящее время показывает значительное повышение качества выпускаемых этаноламинов и снижение энергозатрат. Реальный экономический эффект составляет более 47 млн. руб. в год.

На основе приведенных в диссертации научных исследований и результатов внедрения научно-технических разработок следует вывод о том, что модернизация промышленных установок разделения смесей на предприятиях нефтехимии во многих случаях дает значительное повышение технико-экономических показателей и может выполняться без привлечения зарубежных фирм.

Условные обозначения

L – длина канала, м; m – массовый расход жидкости, кг/с; u_{cp} – средняя скорость потока, м/с; d_4 – диаметр частицы, м; d_3 – эквивалентный диаметр, м; ρ – плотность, кг/м³; y – поперечная координата, м; ν , ν_T – коэффициенты молекулярной и турбулентной вязкости, м²/с; γ – коэффициент переноса импульса, м/с; Δp – перепад давления, Па; H – высота слоя насадки, м; G – массовый расход газа, кг/с; μ – динамическая вязкость, Па·с; D_{Π} – коэффициент перемешивания, м²/с; Ga – критерий Галилея; Re – число Рейнольдса.

Основное содержание диссертации опубликовано в работах:

в монографиях:

1. Лаптев А.Г. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике. / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Изд-во Казанск. гос. ун-та, 2008. – 729 с.: ил.
2. Лаптев А.Г. Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2006. – 342 с.: ил.
3. Фарахов М.И. Сепарация дисперсной фазы из жидких углеводородных смесей в нефтепереработке и энергосбережение / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, И.П. Афанасьев. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005. – 134 с.: ил.
4. Ясавеев Х.Н. Модернизация установок переработки углеводородных смесей / Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2004. – 307 с.: ил.
5. Лаптев А.Г. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Р.Ф. Миндубаев. – Казань: Издательство "Печатный двор", 2003. – 120 с.: ил.

в ведущих рецензируемых научных журналах и изданиях по перечню ВАК:

6. Лаптев А.Г. Модель сепарации аэрозолей в аппаратах с насадочными элементами / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов // Химическая промышленность. – 2008. – №3. – С.156-162.
7. Лаптев А.Г. Повышение эффективности ректификационных колонн в производстве этаноламинов / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. Минеев и др // Химическая промышленность. – 2007. – № 7. – С. 354-360.

8. Фарахов М.И. Аналитические формулы для аппроксимации максимального пути всплывания капель в монодисперсной системе без учета коагуляции / М.И. Фарахов, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев, В.В. Кузнецов // Изв. вузов. Химия и химическая технология. – 2006. – Т. 49, вып. 7. – С.76-80.
9. Фарахов М.И. Моделирование ламинарного движения многокомпонентной эмульсии / М.И. Фарахов, С.А. Казанцев // Изв. вузов. Химия и химическая технология. – 2005. – Т. 48, вып. 4. – С.92-94.
10. Фарахов М.И. Энергосбережение на установке деметанизации в производстве этилена / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Е.В. Гусева // Изв. вузов. Проблемы энергетики. – 2005. – № 9-10. – С. 84-89.
11. Дьяконов С.Г. Реконструкция установки и моделирование процесса разделения водогликолевого раствора / С.Г. Дьяконов, В.В. Елизаров, М.И. Фарахов // Изв. вузов. Химия и химическая технология. – 2003. – Т.46, вып.5. – С.148-151.
12. Дьяконов С.Г. Гидродинамические и массообменные характеристики рулонной насадки / С.Г. Дьяконов, В.В. Елизаров, М.И. Фарахов // Изв. вузов. Химия и химическая технология. – 2003. – Т.46, вып.5. – С.143-147.
13. Ламберов А.А. Оптимизация конструкции распределительного устройства реактора селективного гидрирования пиробензола / А.А. Ламберов, Х.Х. Гильманов, С.В. Трифонов, М.И. Фарахов, В.М. Бусыгин // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2003. – №1. – С. 35-38.
14. Лаптев А.Г. Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 3. Реконструкция дополнительной колонны К-4 / А.Г. Лаптев, П.А. Мальковский, Х.Н. Ясавеев, А.В. Ишмурзин, М.И. Фарахов // Изв. вузов. Проблемы энергетики. – 2002. – №11-12. – С. 9-14.
15. Лаптев А.Г. Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 2. Модернизация колонны И-1, К-1^г и К-3 / А.Г. Лаптев, П.А. Мальковский, Н.Г. Минеев, В.Ф. Баглай, М.И. Фарахов // Изв. вузов. Проблемы энергетики. – 2002. – №7-8. – С. 17-21.
16. Лаптев А.Г. Повышение эффективности узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, В.А. Данилов и др. // Химическая промышленность. – 2001. – № 10. – С. 24-33.
17. Дьяконов Г.С. Определение ВЭТТ для насадочных колонн при ректификации газового конденсата / Г.С. Дьяконов, А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов и др. // Газовая промышленность. – 1998. – № 10. – С.20-22.
18. Дьяконов С.Г. Экспериментальное подтверждение независимости диффузионных потоков в идеальных жидких средах / С.Г. Дьяконов, А.И. Разинов, М.И. Фарахов // Журнал физической химии. – 1984. – Т. LVIII, вып. 2. – С. 468-470.

в журналах и сборниках:

19. Фарахов М.И. Энергосберегающие модернизации установок на предприятиях нефтегазохимического комплекса / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев // Химическая техника. – 2008. – №12. – С.4-7.
20. Фарахов М.И. Энергосбережение на установке разделения этаноламинов / М.И. Фарахов, Е.А. Лаптева // Изв. вузов. Проблемы энергетики. – 2008. – № 7-8. – С. 133-137.

21. Фарахов М.И. Энерго- и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ: обзор / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Труды Академэнерго КНЦ РАН. – Казань, 2008. – №1. – С. 60-72.
22. Фарахов М.И. Взаимодействие газового потока с пленкой жидкости при восходящем прямотоке в вертикальной трубе / М.И. Фарахов, А.И. Разинов, С.А. Казанцев // Современные проблемы науки и образования. – 2008. – №5. – С. 77-81.
23. Фарахов М.И. Взаимодействие газового потока с пленкой жидкости при восходящем прямотоке в плоском наклонном канале / М.И. Фарахов, А.И. Разинов, С.А. Казанцев, М.Ю. Величко, В.А. Кузнецов, М.М. Фарахов, Д.А. Бурмистров // Современные проблемы науки и образования. – 2008. – №5. – С. 82-87.
24. Фарахов М.И. Численное исследование структуры потока и модернизация гравитационных отстойников / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Вода: химия и экология. – 2008. – №2. – С. 36-40.
25. Лаптев А.Г. Некоторые аспекты модернизации промышленных отстойников / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов // ВОДАmagazine. – 2008. – №3. – С. 36-40.
26. Павлов Г.И. Применение камер пульсирующего горения в технологии обезвреживания водно-нефтяных эмульсий / Г.И. Павлов, С.М. Кириченко, С.Ю. Гармонов, М.И. Фарахов, А.Ю. Козиков // Вестник Казанского химико-технологического университета. – 2007. – №1. – С. 50-55.
27. Лаптев А.Г. Очистка газов от масляных туманов и повышение эффективности теплообменных аппаратов / А.Г. Лаптев, Е.В. Гусева, М.И. Фарахов // Научно-технический и общественно-информационный журнал «Энергосбережение в РТ». – 2004. – № 1-2 (15-16). – С. 77-79.
28. Лаптев А.Г. Определение эффективности сепарации аэрозолей в насадочных сепараторах / А.Г. Лаптев, Е.В. Гусева, М.И. Фарахов // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань: КГТУ, 2005. – С. 34-42.
29. Лаптев А.Г. Повышение эффективности ректификационных колонн получения фенола и ацетона / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. Минеев // Там же, 2005. – С. 9-15.
30. Лаптев А.Г. Повышение эффективности ректификационной установки разделения этаноламинов / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, Е.А. Лаптева, М.И. Фарахов // Там же, 2005. – С. 104-109.
31. Лаптев А.Г. Снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья / А.Г. Лаптев, Х.Н. Ясавеев, Н.Г. Минеев, М.И. Фарахов // Научно-технический и общественно-информационный журнал «Энергосбережение в РТ». – 2003. – №3-4. – С. 36-38.
32. Фарахов М.И. Анализ работы коагулятора / М.И. Фарахов, И.П. Афанасьев, С.А. Казанцев // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань: КГТУ, 2003. – С. 71–77.
33. Фарахов М.И. Гидродинамические исследования нерегулярной насадки «Инжехим-2003» / М.И. Фарахов, Г.С. Дьяконов, Д.Л. Семенов, И.М. Шигапов, Н.Н. Маряхин // Там же, 2003. – С. 77–80.
34. Дьяконов Г.С. Применение программного продукта Phoenix 3.3. для исследования регулярных гофрированных насадок / Г.С. Дьяконов, Н.Н. Маряхин, Х.Н. Ясавеев, Р.Г. Тахавутдинов, М.И. Фарахов // Там же, 2002. – С. 185-189.

35. Дьяконов Г.С. Гидродинамические исследования нерегулярной насадки Инжихим 2002 / Г.С. Дьяконов, М.И. Фарахов, Н.Н. Маряхин и др. // Там же, 2002. – С. 118-121.
36. Лаптев А.Г. Определение эффективности сепарации аэрозолей в промышленных аппаратах на основе диссипируемой энергии / А.Г. Лаптев, Р.Ф. Миндубаев, И.А. Гусева, М.И. Фарахов // Там же, 2002. – С.38 – 45.
37. Фарахов М.И. Учет влияния профиля скорости дисперсного потока при моделировании работы отстойника / М.И. Фарахов, И.П. Афанасьев, С.А. Казанцев // Там же, 2002. – С.161– 166.
38. Ламберов А.А. Модернизация реактора селективного гидрирования пиробензола / А.А. Ламберов, С.В. Трифонов, Х.Х. Гильманов, М.И. Фарахов, В.М. Бусыгин // Наука и технология углеводородов. – 2002. – №1. – С.63-67.
39. Дьяконов Г.С. Разработка новой регулярной насадки и ее гидродинамические и массообменные исследования / Г.С. Дьяконов, М.И. Фарахов, Х.Н. Ясавеев и др. // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии: межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань: КГТУ, 2001. – С. 183-186.
40. Миндубаев Р.Ф. Аппарат для очистки газовых потоков от аэрозолей (туманов) / Р.Ф. Миндубаев, М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Там же, 2001. – С. 167-172.
41. Фарахов М.И. Компьютерное моделирование гидродинамики проточного гравитационного отстойника / М.И. Фарахов, Р.Г. Тахавутдинов, И.Х. Садыков // Там же, 2001. – С. 160-164.
42. Фарахов М.И. Учет коагуляции при моделировании движения капель / М.И. Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Там же, 2001. – С. 197-206.
43. Фарахов М.И. Моделирование движения капель в отстойниках / М.И. Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Там же, 2001. – С. 219-224.
44. Дьяконов Г.С. Новый метод определения количества удерживаемой жидкости в насадочных колоннах / Г.С. Дьяконов, А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов и др. // Там же, 2001. – С. 193-197.
45. Дьяконов Г.С. Разработка новой нерегулярной насадки и ее гидродинамические и массообменные исследования / Г.С. Дьяконов, М.И. Фарахов, Н.Н. Маряхин и др. // Там же, 2001. – С. 183-187.
46. Фарахов М.И. Анализ стесненного движения капель в жидкости / М.И. Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Там же, 2000. – С.174-179.
47. Дьяконов Г.С. Разработка новой нерегулярной насадки и ее гидродинамические исследования / Г.С. Дьяконов, М.И. Фарахов, Н.Н. Маряхин и др. // Там же, 2000. – С. 239-248.
48. Дьяконов Г.С. Экспериментальная установка для исследования, насадочных контактных устройств / Г.С. Дьяконов, М.И. Фарахов, Н.Н. Маряхин и др. // Там же, 2000. – С. 235-239.
49. Фарахов М.И. Анализ стесненного движения капель в жидкости / М.И. Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Там же, 2000. – С.174-179.
50. Ясавеев Х.Н. Реконструкция колонны К-3 установки моторных топлив для получения сырья секции 100 ЛКС 35-64 / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, М.И. Фарахов и др. // Там же, 1999-2000. – С.8-13.

51. Фарахов М.И. Компьютерное моделирование гидродинамики проточного гравитационного отстойника / М.И. Фарахов, Р.Г. Тахавутдинов, И.Х. Садыков и др. // Там же, 1999-2000. – С. 160-167.
52. Лаптев А.Г. Проектирование контактных элементов для массообменных насадочных колонн / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Х.Н. Ясавеев, И.М. Шигапов, В.А. Данилов // Совершенствование подготовки учащихся и студентов в области графики, конструирования и стандартизации: межвуз. науч.-метод. сб. – Саратов, 1999. – С.115-118.
53. Фарахов М.И. Моделирование течения двухфазных сред / М.И. Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань: КХТИ, 1998. – С. 211-219.
54. Фарахов М.И. Моделирование разделения двухфазных сред в горизонтальном динамическом отстойнике / М.И. Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев // Там же, 1998. – С.86-93.
55. Фарахов М.И. Численное моделирование всплытия и осаждения капель в жидкости / М.И. Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Там же, 1998. – С.70-75.
56. Ясавеев Х.Н. Вариант реконструкции установки получения моторных топлив на Сургутском ЗСК / Х.Н. Ясавеев, В.Ф. Баглай, М.И. Фарахов и др. // Вестник КГТУ: тем. сб. науч. трудов. – Казань, 1998. – С. 4 –10.
57. Баглай В.Ф. Реконструкция установки получения моторных топлив / В.Ф. Баглай, Н.Г. Минеев, А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань: КХТИ, 1997. – С.13-20.
58. Дьяконов С.Г. Массообменный аппарат для обработки газо(паро)жидких систем / С.Г. Дьяконов, М.И. Фарахов, С.Б. Азизов // Рационализаторские предложения и научно-технические достижения: научно-техн. реф. сборник. – М.: НИИТЭХИМ, 1992. – С. 4-7.
59. Азизов С.Б. Массообменный аппарат для обработки газо-жидких систем / С.Б. Азизов, Б.М. Азизов, М.И. Фарахов и др. // Хим. промышленность и промышленность по производству удобрений. – 1992. – вып. 7. – С. 4-7.
60. Фарахов М.И. Моделирование процесса разделения газовой смеси в барботажном аппарате с использованием жидкой мембраны / М.И. Фарахов, Р.Г. Тахавутдинов, А.Р. Альтапов // Массообменные процессы и аппараты химической технологии: межвуз. сб. науч. тр. – Казань: КХТИ, 1991. – С.22-27.
61. Фарахов М.И. Исследование структуры барботажного слоя при переменных статическом уровне жидкости в аппарате и скорости газа / М.И. Фарахов, С.Б. Азизов, А.А. Стаханов // Там же, 1991. – С.19-22.
62. Фарахов М.И. Исследование потока капель, генерируемых струей газа вблизи поверхности жидкости / М.И. Фарахов, А.К. Тасыбаев, Т.С. Тулебеков // Там же, 1991. – С.36-38, и другие статьи и тезисы докладов.

список патентов

63. Свидетельство РФ на полезную модель № 6347. Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн / А.Г. Лаптев, И.Х. Мухитов, М.И. Фарахов; заявитель и

обладатель ООО «ИВЦ «Инжехим». – № 96102736; заявл. 20.02.1996; опуб. 16.04.1998.

64.Свидетельство РФ на полезную модель № 6727. Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн / В.Ф. Баглай, Г.С. Дьяконов, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, И.Х. Мухитов, М.И. Фарахов и др.; заявители и обладатели ТОО ИВЦ «Инжехим», Казан. ОАО «Органический синтез». – № 97110747; заявл. 22.06.1997; опуб. 16.06.1998.

65.Свидетельство РФ на полезную модель № 13950. Насадка для тепло- и массообменных аппаратов / М.И. Фарахов, Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев и др.; заявитель и обладатель ООО «ИВЦ «Инжехим». – № 98119407; заявл. 29.10.1998; опуб. 20.06.2000.

66.Свидетельство РФ на полезную модель № 17011. Регулярная насадка для массообменных аппаратов / М.И. Фарахов, В.В. Елизаров, Ш.Ф. Газизов и др.; заявители и обладатели ООО «ИВЦ «Инжехим», ОАО «Нижнекамскнефтехим». – № 2000114968; заявл. 15.06.2000; опуб. 10.03.2001.

67.Свидетельство РФ на полезную модель № 17764. Насадка для массообменных колонн / М.И. Фарахов, В.Н. Кудряшов, А.Г. Лаптев, И.М. Шигапов и др.; заявители и обладатели ООО «ИВЦ «Инжехим», Каз. ОАО «Органический синтез». – № 2000101491; заявл. 20.01.2000; опуб. 27.04.2001.

68.Свидетельство РФ на полезную модель № 19483. Регулярная насадка / М.И.Фарахов, И.Х. Садыков, И.П. Афанасьев и др.; заявитель и обладатель ООО «ИВЦ «Инжехим». – № 2001104233; заявл. 20.02.2001; опуб. 10.09.2001.

69.Свидетельство РФ на полезную модель № 32705. Распределитель жидкости для массообменных аппаратов / В.М. Бусыгин, Х.В. Мустафин, С.В. Трифонов, Х.Х. Гильманов, М.И. Фарахов и др.; заявители и обладатели ОАО «Нимжекамскнефтехим», ООО «ИВЦ «Инжехим», ООО «Катализ». – № 2002129402; заявл. 06.11.2002; опуб. 27.09.2003.

70.Свидетельство РФ на полезную модель № 32707. Регулярная насадка для массообменных аппаратов / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Г.С. Дьяконов и др.; заявитель и обладатель ООО «ИВЦ «Инжехим». – № 2002129403; заявл. 06.11.2002; опуб. 27.09.2003.

71.Патент РФ на полезную модель № 54818. Регулярная насадка для тепломассообменных аппаратов / М.И. Фарахов, И.М. Шигапов, Н.Н. Маряхин, Т.М. Фарахов, Е.А. Лаптева; заявитель и патентообладатель ООО «ИВЦ «Инжехим». – № 2005111912; заявл. 20.04.2005; опубл. 27.07.2006.

72.Патент РФ на изобретение № 2284844. Горизонтальный цилиндрический отстойник / М.И. Фарахов, А.Р. Альтапов, И.П. Афанасьев, В.А. Кузнецов; заявитель и патентообладатель ООО «ИВЦ «Инжехим». – №. 2005111911; заявл. 20.04.2005; опубл. 10.10.2006, и другие патенты.

Соискатель

М.И. Фарахов

Заказ № 104

тираж 120 экз

Офсетная лаборатория КГТУ

420015, г. Казань, ул. К.Маркса, 68

10=